



ÖSTERREICHISCHES  
PATENTAMT

⑤② Klasse: 12I 006/01  
⑤① Int.Cl.<sup>3</sup>: C01C 001/04

①⑨ **AT PATENTSCHRIFT**

①① **Nr. 362 397**

⑦③ Patentinhaber: SCHOBER ROBERT DIPL.ING. DR.TECHN.  
LINZ, OBERÖSTERREICH

⑤④ Gegenstand: VORRICHTUNG ZUR ERHÖHUNG DES AMMONIAKAUFBAUES BEI  
DER KATALYTISCHEN AMMONIAKSYNTHESE

⑥① Zusatz zu Patent Nr.

⑥② Ausscheidung aus:

②② ②① Angemeldet am: 1976 10 13

7590/76

②③ Ausstellungspriorität:

③③ ③② ③① Unionspriorität:

④② Beginn der Patentdauer: 1978 06 15

Längste mögliche Dauer:

④⑤ Ausgegeben am: 1981 05 11

⑦② Erfinder:

⑥⑥ Abhängigkeit:

⑤⑥ Druckschriften, die zur Abgrenzung vom Stand der Technik in Betracht gezogen wurden:

DE-PS 554856

BASF-KATALYSATOR S 6-10, JULI 1973, CHEMIE-ANLAGEN UND  
VERFAHREN, 1972, JUNI, S. 55-58

AT 362 397

Bei exothermen katalytischen Gassynthesen, insbesondere bei der Ammoniaksynthese, muß der Temperaturverlauf entlang des Gasweges am Katalysator möglichst so eingestellt und kontrolliert werden, daß optimale Ausbeuten erzielt werden können.

Die Einhaltung der gewünschten Temperaturen erfolgt durch Abführung der überschüssigen Reaktionswärme entweder durch direkte Kühlung mit kaltem, frischem Synthesegas oder durch indirekten Wärmetausch mit fremden Kühlmedien wie Luft, Wasserdampf oder flüssigen Medien verschiedener Art. Bevorzugt wird jedoch eine indirekte Kühlung mit dem zuströmenden Synthesegas, dem ein Teil der überschüssigen Wärme aufgeladen wird, um diese an die Reaktionstemperatur heranzuführen.

Der Wärmetausch kann sich innerhalb der Katalysatorschicht wie auch außerhalb dieser in eigenen Wärmetauschersätzen vollziehen. Es bereitet jedoch in der Praxis Schwierigkeiten, die optimale Temperaturlinie einzustellen, da die Meinung über ihren Verlauf stark streuen.

Es steht fest, daß die höchstmögliche Ammoniakkonzentration bei gegebenen Bedingungen durch die Gleichgewichtstemperatur festgesetzt ist.

Es hat sich aber gezeigt, daß bei bisher bekannten Katalysatoren die theoretisch höchstmögliche Ammoniakkonzentration nicht erreicht werden kann, wenn man noch einen wirtschaftlich vertretbaren Durchsatz im Reaktor erreichen will.

Es ist einhellige Meinung der Lehre und Praxis, daß die Reaktionstemperaturen unterhalb der entsprechenden Gleichgewichtstemperaturen verlaufen müssen, wenn eine wirtschaftliche Optimierung der  $\text{NH}_3$ -Ausbeute erreicht werden soll. Arbeiten, die sich auf die Erreichung eines wirtschaftlich optimalen Ammoniakaufbaues beziehen, liegen unter anderem von Temkin, Kjar und Nielson vor.

Über den Verlauf der optimalen Reaktionstemperaturen sind die Meinungen jedoch verschieden. So liegt nach Temkin bei 10%  $\text{NH}_3$ -Gehalt im Synthesegas und 300 bar die optimale Reaktionstemperatur nur  $45^\circ\text{C}$  unterhalb der Gleichgewichtstemperatur, während nach Nielson bei vergleichbaren Bedingungen die optimale Reaktionstemperatur  $96^\circ\text{C}$  unterhalb der Gleichgewichtstemperatur liegen soll.

Zu dieser Unsicherheit gesellen sich noch verschiedene, zum Teil sehr abweichende Ansichten über die Notwendigkeit der genauen Anpassung an die optimale Temperaturlinie.

So wird in der Praxis vorwiegend die Meinung vertreten, daß eine stufenweise Anpassung an die Optimumlinie genügt, um annähernd optimale Ergebnisse zu erreichen.

Von einem Teil der Fachleute wird die zwei- bis dreimalige Abkühlung des reagierenden Gases auf die angenommene günstigste Reaktionstemperatur für ausreichend angesehen.

Obwohl eine mögliche Optimierung in größerem Ausmaße nicht bestritten wird, verzichtet man in diesen Fällen darauf, um die Vorrichtung nicht zu komplizieren.

Ein anderer Teil der Fachwelt hält eine subtilere, aber auch stufenweise Heranführung an die optimalen Temperaturbedingungen für vorteilhafter und nimmt eine kompliziertere Ausgestaltung des Reaktors in Kauf.

Es war nun Aufgabe der Patentinhaberin eine Vorrichtung zu finden, die eine weitere Steigerung der Ammoniakausbeute zu erzielen erlaubt, d.h. daß in der gleichen Zeiteinheit bei gleichem Volumen des Reaktors und bei gleichem Katalysatorvolumen mehr Ammoniak erzeugt werden kann.

Die Erfindung bezieht sich somit auf eine Vorrichtung zur Durchführung eines Verfahrens zur Erhöhung des Ammoniakaufbaues bei der katalytischen Ammoniaksynthese in Hochdrucköfen mit reaktorinternem Wärmeaustausch mit dem einströmenden Stickstoff-Wasserstoff-Gemisch als Synthesegas, bei welchem das auf mindestens  $370$  bis  $390^\circ\text{C}$  vorgewärmte Synthesegas zunächst mit dem Katalysator adiabatisch zur Reaktion gebracht wird, die adiabatische Reaktion des Gases bei einer Katalysatorkorngröße von 3 bis 6 mm bis zu einer Ammoniakkonzentration fortschreiten gelassen wird, die das  $\frac{1}{2,5}$ -fache der Ammoniakendkonzentration beträgt, worauf vorerst durch Kühlung des Gases mit einer Ammoniakkonzentration von 12 bis 20 Vol.-% eine Synthesegastemperatur von  $85$  bis  $65^\circ\text{C}$  unterhalb der Gleichgewichtstemperatur eingestellt wird, dann aber bei Ammoniakkonzentrationen über 20 Vol.-% eine Synthesegastemperatur durch Kühlung eingestellt wird, die 55 bis  $35^\circ\text{C}$  unterhalb der beim Synthesedruck der örtlich gegebenen Ammoniakkonzentration bestehen-

den Gleichgewichtstemperatur liegt, und diese Temperaturdifferenz stetig und praktisch stufenlos auf diesem Wert gehalten wird.

Es konnte an Hand von Großversuchen und Berechnungen festgestellt werden, daß durch eine stetige - bis zum Ausgang des Synthesegases aus der Katalysatorschüttung - Anpassung der Reaktionstemperatur an die gefundene optimale Linie eine weitere beachtliche Steigerung der Ammoniakausbeute zu erzielen ist. Vor allem wirkt sich die Anpassung an die gefundene Temperaturlinie dort aus, wo die  $\text{NH}_3$ -Bildungsgeschwindigkeit nach Erreichen höherer Ammoniakkonzentration langsamer wird.

Zu diesem Zweck muß entstehende Reaktionswärme gleich am Ort ihres Entstehens abgeführt werden. Da mit steigender Ammoniakkonzentration die Gleichgewichtstemperatur fällt, muß die Reaktionstemperatur auch dieser angepaßt werden und fällt somit stetig in Richtung der Gasströmung.

Durch die Verlangsamung der Reaktionsgeschwindigkeit wird aber in Strömungsrichtung immer weniger Reaktionswärme frei, was bei der Auslegung der Kühlorgane zu berücksichtigen ist.

Erfindungsgemäß wird die Kühlung indirekt durch Wärmetausch des reagierenden Gases mit 15 frischem Synthesegas vorgenommen, das damit auf die nötige Reaktionstemperatur gebracht wird.

Eine Kühlung durch Zugabe von Kaltgas an verschiedenen Stellen in der Katalysatorschicht direkt zum Synthesegas ist auch möglich, doch zieht das eine Verdünnung des Synthesegases nach sich.

Als besonders günstig hat sich die Verwendung von Katalysatoren üblicher Zusammensetzung 20 mit einer Korngröße von 3 bis 6 mm erwiesen. Bei Verwendung kleinerer Korngrößen muß üblicherweise mit einem mehr oder weniger nachteiligen Druckverlust gerechnet werden.

Zur Verwirklichung eines Verfahrens mit den oben angeführten Parametern und Merkmalen dient die erfindungsgemäße Vorrichtung, bestehend aus einem Druckkörper mit Synthesegaszuführung und Reaktionsgasabführung, einem den Katalysator vom Frischgasstrom trennenden Einsatzmantel, 25 einem innerhalb oder außerhalb des Reaktors befindlichen Vorwärmer des Synthesefrischgases und einem aus Rohren bestehenden, in der Katalysatorschicht eingebauten Wärmetauscher, in dessen gaseingangsseitig gelegenem Ende in einem Abstand unterhalb der oberen Begrenzungslinie die Katalysatorschicht liegt, gekennzeichnet durch eine innerhalb des Ofeneinsatzmantels liegende, einzige, durchgehende Katalysatorschicht, die vom Deckel des Katalysatorbehälters bis zum Boden 30 desselben reicht, in die der aus einer Vielzahl von Rohren bestehende Wärmetauscher eingebaut ist, dessen oberes Ende sich nach dem vom Deckel der Katalysatorschicht aus gerechneten oberen 1/10 bis 1/8 der Katalysatorschicht befindet, dessen Rohre gleichmäßig über den darunterliegenden Teil der Katalysatorschicht verteilt sind und mittels des Kühlmittel leitende Zwischenstückrohre untereinander verbunden sind, wobei der Wärmetauscher so ausgelegt ist, daß die wirksame Oberfläche 35 desselben pro Raumeinheit des Katalysatorbehälters mit zunehmender Ammoniakkonzentration vom Deckel der Katalysatorschicht stetig abnimmt und zur Unterstützung dieser Forderung in den verschiedenen Höhen des Reaktors Zuleitungen zur Einspeisung von Kaltgas in die Rohre münden.

Um die Temperaturen in erfindungsgemäßer Weise unterhalb der jeweiligen Gleichgewichtstemperatur halten zu können, wobei das ständige Absinken der freiwerdenden Wärme in Richtung Gasstrom zu berücksichtigen ist, müssen die Wärmetauschflächen pro Raumeinheit zum Gasausgang hin 40 stets abnehmen.

Um eine genaue Regelung stets zu gewährleisten, sind in verschiedenen Höhen des Reaktors Kaltgaszuleitungen zu den Wärmetauscherrohren vorgesehen. Durch die Zugabe von Kaltgas in die Rohre kann insbesondere eine Feinregulierung besser erreicht werden. Innerhalb des Spielraumes 45 von 85 bis 65 bzw. 55 bis 35°C unterhalb der Gleichgewichtstemperatur ist es oft günstiger, jeweils tiefere Temperaturen einzuhalten.

Um die Abführung der überschüssigen Wärme gleich am Ort ihrer Entstehung zu ermöglichen, ist der Wärmetauscher in der Katalysatorschüttung eingebettet. Dadurch benötigt eine so ausgeführte Vorrichtung wesentlich weniger Raum als andere Anlagen mit eigenen Kühlabschnitten. Wird der 50 so gewonnene Raum zusätzlich mit Katalysator gefüllt, so ergibt sich eine zusätzliche Möglichkeit, die Ammoniakausbeute zu erhöhen.

Bei großen Einheiten erscheint die Entfernung des sogenannten Hauptwärmetauschers aus dem Reaktor sehr vorteilhaft zu sein, wodurch weiterer Raum gewonnen werden kann. Auf diese Weise

ist es möglich, zwei parallelgeschaltete Katalysatorschüttungen in einem Hochdruckbehälter unterzubringen. Dies ist besonders dann zweckmäßig, wenn Katalysatoren einer Korngröße von 3 bis 6 mm, gegebenenfalls auch darunter, verwendet werden. In solchen Fällen ist wegen der besseren Wirksamkeit solcher Katalysatoren ein kleineres Schüttungsvolumen ausreichend. Außerdem bietet ein Katalysator kleinerer Körnung einen höheren Widerstand, so daß aus diesem Grunde eine Aufteilung des Gasstromes auf zwei Schüttungen vorteilhafter ist.

Das die Katalysatorschicht verlassende reagierte Synthesegas kann direkt zur Dampferzeugung herangezogen werden und erst das den Dampferzeuger verlassende Gas zum Wärmetausch mit dem Frischgas unterworfen werden. Auf diese Weise ist es möglich, wertvollen Hochdruckdampf zu erzeugen.

Eine Vorrichtung mit parallel angeordneten Katalysatorschüttungen gemäß der Erfindung ist in den Fig. 1 bis 8 schematisch und beispielsweise wiedergegeben.

Die Vorrichtung betreffend die Wärmeaustauscher in den Fig. 1 bis 6 eignet sich auch gut für Reaktoren, bei denen nach jeder Kontaktschicht sofort gekühlt werden muß. Dies wirkt sich vor allem in der dritten Kontaktschicht durch Unterteilung dieser recht vorteilhaft aus. Durch höhere Ammoniakkonzentrationen nimmt der Bedarf an Wärmeaustauschfläche bei adiabatischem Prozeßablauf wegen der höheren Temperaturdifferenz zwischen Eingang und Ausgang im Wärmetauscher stark ab. Daraus ergibt sich jedoch der wesentliche Nachteil der herkömmlichen Wärmetauscherkonstruktion, bestehend aus einem oberen und unteren Rohrboden, in dem senkrecht Rohre eingeschweißt sind.

Bei diesem Kühlsystem kann keine weitere Wärmeaustauschfläche nach dem Hauptwärmetauscher mehr untergebracht werden, weil der Abstand der Rohre zu den beiden Böden sich bereits so weit vermindert hat, daß die Wirksamkeit der Kühlung in Frage gestellt ist. Dadurch ist eine weitere Unterteilung der Kontaktschicht und damit ein höherer Ammoniakaufbau nicht mehr zu erreichen.

Ein weiterer Vorteil der Vorrichtung nach den Fig. 1 bis 6 besteht auch darin, daß keine Druckbelastung vom Kontakt her gegeben ist und somit die Rohre der Bündel enger aneinandergereiht und mit geringeren Wandstärken versehen werden können. Auch ist das Einschweißen der Kühlrohre in die Wärmetauscherböden wesentlich einfacher durchzuführen.

In allen Figuren wurden für die gleichartigen Bauelemente dieselben Bezugszahlen gewählt.

Mit --1-- ist der Mantel des Hochdruckbehälters bezeichnet, der mit dem Deckel --2-- abgeschlossen ist und in dessen Innenraum der Ofeneinsatz --3-- eingebaut ist. Zwischen dem Ofeneinsatz --3-- und dem Druckmantel --1-- befindet sich ein Ringraum --4--, in dem das durch den Gaseingang --5-- eintretende frische Synthesegas zu den Eintrittsstellen --6-- der Wärmetauscher-  
35 verbindungsselemente --7-- strömt. Von da aus gelangt es in die Sammelschächte --11-- des Wärmetauschers.

Die Sammelschächte können entweder nur peripher im Ofeneinsatz --3-- angeordnet sein, wie in den Fig. 1, 2, 5, 6, Bezugsziffer --11-- oder peripher und zentral, wie in den Fig. 3, 4, Bezugsziffer --11 und 12-- oder auch durch konzentrisch angeordnete Rohrringe --17--, Fig. 7, 9.

Die Sammelschächte sind mit den Wärmetauscherrohren --10-- verbunden, die zu Bündeln zusammengefaßt sind, wobei das Gas die einzelnen Bündel entweder parallel oder hintereinander durchströmt. Die Bündel können in Untergruppen zusammengefaßt sein, so daß in einer Wärmetauscheruntergruppe die Rohre parallel durchströmt werden.

Die einzelnen Untergruppen sind durch Trennwände --16-- in den Schächten --11-- oder 12--  
45 so geschaltet, daß das Gas der einzelnen Rohrbündel in einem Sammelschacht vereint wird und in die nächste Untergruppe eintritt. Um eine Auswechslung schadhafter Wärmetauscherteile leichter vornehmen zu können, ist der Wärmetauscher in mehreren Gruppen ausgebildet, die miteinander durch die Verbindungselemente --7-- verbunden sind, die an den Stellen --18-- lösbare Verbindungen haben. Nach Durchgang durch die Wärmetauscher, in denen das frische Gas die überschüssige  
50 Wärme der Katalysatorschüttung --8-- und dem Reaktionsgas entzieht und selbst auf die Reaktions-temperatur gebracht wird, tritt es in den Sammelraum --13--, von wo es in die beiden Katalysatorschüttungen --9-- eintritt, diese axial durchströmt und durch den Gasausgang --14-- den Reaktor verläßt.

Um den Katalysator aus dem Reaktor entfernen zu können sind zwischen den beiden Katalysatorschüttungen und im Boden des Reaktors die Ablassstellen --15-- angebracht. Aus Vereinfachungsgründen wurde auf die Einzeichnung der Zuleitungen für das Kaltgas in die Wärmetauscherrohre verzichtet.

5 In den Fig.1 und 2 sind ein Reaktor mit zwei Katalysatorschüttungen --8-- dargestellt, die auf den Rosten --9-- aufliegen. In diese sind die Wärmetauscher eingebettet, deren peripher gelegene Sammelschächte --11-- durch senkrecht zur Gasströmungsrichtung angeordnete Rohre --10-- verbunden sind. Wie aus Fig.1 ersichtlich, sind die Wärmetauscher in Gruppen geteilt, die wieder Untergruppen bilden, in denen die Rohrbündel parallel durchströmt werden. Zur Umlenkung des 10 Gasstromes von einer Untergruppe zur andern dienen die Trennwände --16--. Die unterschiedliche Verteilung der Wärmetauscherflächen im Katalysator --8-- ist aus Vereinfachungsgründen nur angedeutet.

In den Fig.3 und 4 ist ein Reaktor mit einem Wärmetauscher dargestellt, der neben zwei peripher gelegenen Sammelschächten --11-- einen zusätzlichen, die Katalysatorschichten --8-- in 15 zwei symmetrische Hälften trennenden Sammelschacht --12-- aufweist. Bei dieser Anordnung strömt das frische Synthesegas durch die Rohre --7-- in die peripheren Sammelschächte --11-- und verläßt die jeweilige Wärmetauschergruppe durch den mittleren Sammelkanal --12--.

Eine weitere Unterteilung der Wärmetauschergruppen in Untergruppen kann auch hier durch den Einbau von Trennwänden erreicht werden.

20 Die Fig.5 und 6 zeigen eine weitere Ausführungsform des Wärmetauschers, in dem die, die Sammelschächte --11-- verbindenden Rohre --10-- erst in einer Schlange geführt werden, bevor sie den gegenüberliegenden Schacht erreichen.

Eine weitere mögliche Ausführungsform eines Wärmetauschers ist in den Fig.7 und 8 dargestellt. Der in die Katalysatorschicht --8-- eingebettete Wärmetauscher hat die dem Wärmetauscher dienenden Rohre --10-- in Strömungsrichtung des Gases angeordnet. Diese Rohre --10-- münden 25 in ringförmigen, in der Katalysatorschicht --8-- zueinander parallel angeordneten Sammelschächten --17--., die untereinander auf gleicher Ebene verbunden sind.

Im Zentrum der Anordnung befindet sich ein Sammelrohr --22--., in dem das frische Synthesegas im Gegenstrom zum Reaktionsgas zum nächsten Wärmetauscherabschnitt strömt. In den Wärmetauscherrohren --10-- strömt das Gas entweder im Gleichstrom mit dem Reaktionsgas, wie in Fig.7 30 unten angedeutet, oder im Gegenstrom zu diesem, Fig.7 oben. In der Fig.8 sind nur zwei Ring-schächte --17-- dargestellt. In einer konkreten Vorrichtung wird sich die Anzahl der ringförmig angeordneten Schächte --17-- nach dem Durchmesser der Katalysatorschüttung richten. An Stellen, die näher dem Gaseingang sind, werden die Rohre näher aneinander liegen als in der Nähe des 35 Gasausganges.

Um Spannungen in den Rohren --10-- besser ausgleichen zu können, sind diese mit Dehnungsbögen versehen.

# P A T E N T A N S P R Ü C H E :

1. Vorrichtung zur Durchführung eines Verfahrens zur Erhöhung des Ammoniakaufbaues bei der katalytischen Ammoniaksynthese in Hochdrucköfen mit reaktorinternem Wärmeaustausch mit dem 40 einströmenden Stickstoff-Wasserstoff-Gemisch als Synthesegas, wobei das auf mindestens 370 bis 390°C vorgewärmte Synthesegas zunächst mit dem Katalysator adiabatisch zur Reaktion gebracht wird, die adiabatische Reaktion des Gases bei einer Katalysatorkorngröße von 3 bis 6 mm bis zu einer Ammoniakkonzentration fortschreiten gelassen wird, die das  $\frac{1}{2,5}$  fache der Ammoniakendkonzentration beträgt, worauf vorerst durch Kühlung des Gases mit einer Ammoniakkonzentration von 12 bis 45 20 Vol.-% eine Synthesegastemperatur von 85 bis 65°C unterhalb der Gleichgewichtstemperatur eingestellt wird, dann aber bei Ammoniakkonzentrationen über 20 Vol.-% eine Synthesegastemperatur durch Kühlung eingestellt wird, die 55 bis 35°C unterhalb der beim Synthesedruck der örtlich gegebenen Ammoniakkonzentration bestehenden Gleichgewichtstemperatur liegt, und diese Temperaturdifferenz

stetig und praktisch stufenlos auf diesem Wert gehalten wird, wobei die Vorrichtung aus einem Druckkörper mit Synthesegaszuführung und Reaktionsabführung, einen den Katalysator vom Frischgasstrom trennenden Einsatzmantel, einem innerhalb oder außerhalb des Reaktors befindlichen Vorwärmer des Synthesefrischgases und einem aus Rohren bestehenden, in der Katalysatorschicht eingebauten Wärmetauscher besteht, in dessen gaseingangsseitig gelegenen Ende in einem Abstand unterhalb der oberen Begrenzungslinie die Katalysatorschicht liegt, gekennzeichnet durch eine innerhalb des Ofeneinsatzmantels (3) liegende, einzige, durchgehende Katalysatorschicht (8), die vom Deckel (2) des Katalysatorbehälters bis zum Boden desselben reicht, in die der aus einer Vielzahl von Rohren (10) bestehende Wärmetauscher eingebaut ist, dessen oberes Ende sich nach dem vom Deckel der Katalysatorschicht (8) aus gerechneten oberen  $1/10$  bis  $1/8$  der Katalysatorschicht befindet, dessen Rohre (10) gleichmäßig über den darunterliegenden Teil der Katalysatorschicht (8) verteilt sind und mittels des Kühlmittel leitende Zwischenstückrohre (7) untereinander verbunden sind, wobei der Wärmetauscher so ausgelegt ist, daß seine wirksame Oberfläche pro Raumeinheit des Katalysatorbehälters mit zunehmender Ammoniakkonzentration vom Deckel der Katalysatorschicht stetig abnimmt und zur Unterstützung dieser Forderung in den verschiedenen Höhen des Reaktors Zuleitungen zur Einspeisung von Kaltgas in die Rohre (10) münden.

2. Vorrichtung nach Anspruch 1, gekennzeichnet durch einen Wärmetauscher, der aus jeweils in einer Ebene angeordneten, aus mehreren, annähernd parallel verlaufenden und untereinander parallelgeschalteten Rohren (10) bestehenden Rohrbündeln besteht, die in zwei diametral einander gegenüberliegenden, peripher angeordneten, segmentförmigen Schächten (11) münden, die über die gesamte Länge der Katalysatorschicht (8) reichen, wobei diese Rohrbündel untereinander in Rohrbündelgruppen zusammengefaßt sind, die mit der nächsten Rohrbündelgruppe durch eine lösbare Rohrverbindung (18) verbunden sind und die segmentförmigen Schächte (11) mindestens an der Stelle des Überganges von einer Rohrbündelgruppe zur nächsten durch senkrecht zur Gasströmungsrichtung angeordnete gasdichte Trennwände (16) in einzelne Abschnitte unterteilt sind (Fig. 1, 2).

3. Vorrichtung nach Anspruch 2, dadurch gekennzeichnet, daß die Rohrbündel einer Rohrbündelgruppe untereinander parallelgeschaltet sind.

4. Vorrichtung nach Anspruch 2, dadurch gekennzeichnet, daß die Rohrbündel einer Rohrbündelgruppe hintereinander geschaltet sind und jeweils einer der segmentförmigen Schächte (11) abwechselnd zwischen je zwei Rohrbündeln durch eine Trennwand (16) gasdicht unterteilt ist.

5. Vorrichtung nach den Ansprüchen 2 bis 4, dadurch gekennzeichnet, daß der Wärmetauscher durch einen parallel zu den die segmentförmigen Schächte (11) abschließenden Wänden liegenden, den Innenraum des Ofeneinsatzmantels in zwei symmetrische Hälften teilenden Gasführungsschacht (12) durchzogen wird, in den eines der Enden der dadurch entstehenden beiden Rohrbündelhälften des Wärmetausches münden, wobei der Gasführungsschacht (12) mindestens an der Stelle des Überganges von einer Rohrbündelgruppe zur nächsten durch eine Trennwand gasdicht unterteilt ist (Fig. 3, 4).

6. Vorrichtung nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß der Wärmetauscher aus mehreren, in zwei peripher angeordneten, segmentförmigen Sammelschächten (11) mündenden, übereinander angeordneten Rohrschlangenbündeln (10) besteht, die untereinander durch lösbare Rohrleitungen (7) verbunden sind, wobei die Rohrschlangen (10) in den einzelnen Rohrschlangenbündeln parallel angeordnet sind, die gesamte Querschnittsfläche des Katalysatorbettes (8) senkrecht zur Ofenachse gleichmäßig durchziehen und die segmentförmigen Schächte (11) an der Stelle der Verbindung von einem Rohrschlangenbündel zum nächsten durch Trennwände (16) senkrecht zur Ofenachse gasdicht unterteilt sind (Fig. 5, 6).

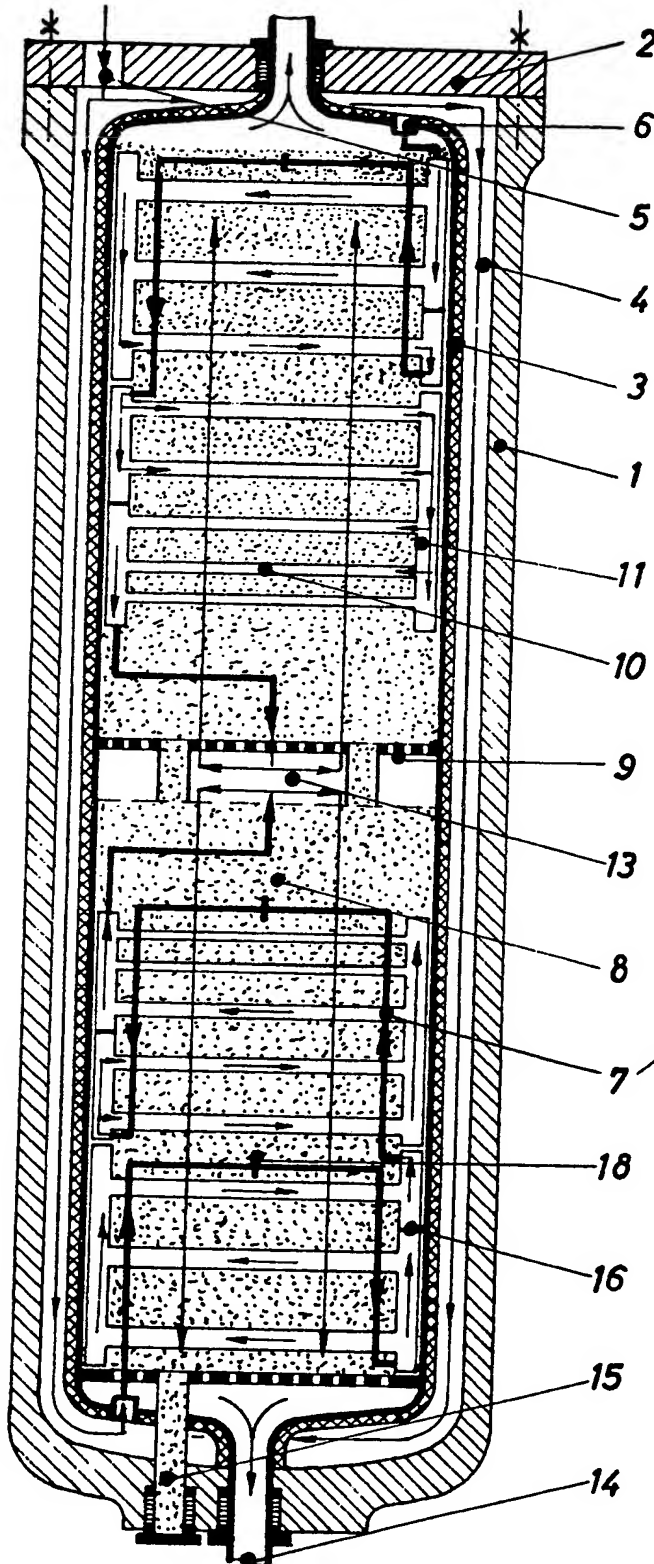
7. Vorrichtung nach Anspruch 1, dadurch gekennzeichnet, daß der Wärmetauscher aus Rohrbündelgruppen besteht, deren mit Dehnungsbögen versehene Einzelrohre (7) parallel zur Ofenlängsachse verlaufen und in ringförmigen untereinander parallel angeordneten Ringschächten (17) münden, die untereinander verbunden, in einen zylindrischen, in der Mitte des Reaktors angeordneten Sammelschacht (22) münden, der durch Verbindungselemente (7) mit der nächsten Wärmetauscher-

gruppe verbunden ist, wobei die Verbindungsstellen (18) der Wärmetauschergruppen lösbar ausgeführt sind (Fig.7, 8).

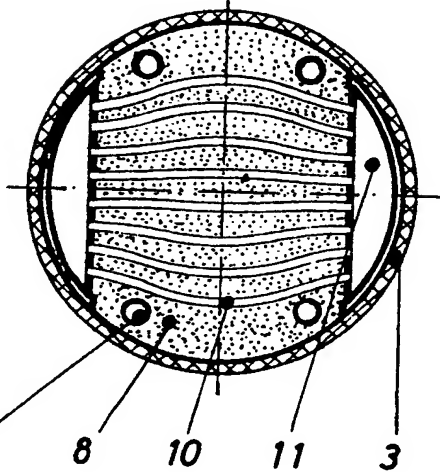
(Hiezu 4 Blatt Zeichnungen)

Druck: Ing.E.Voytjch, Wien

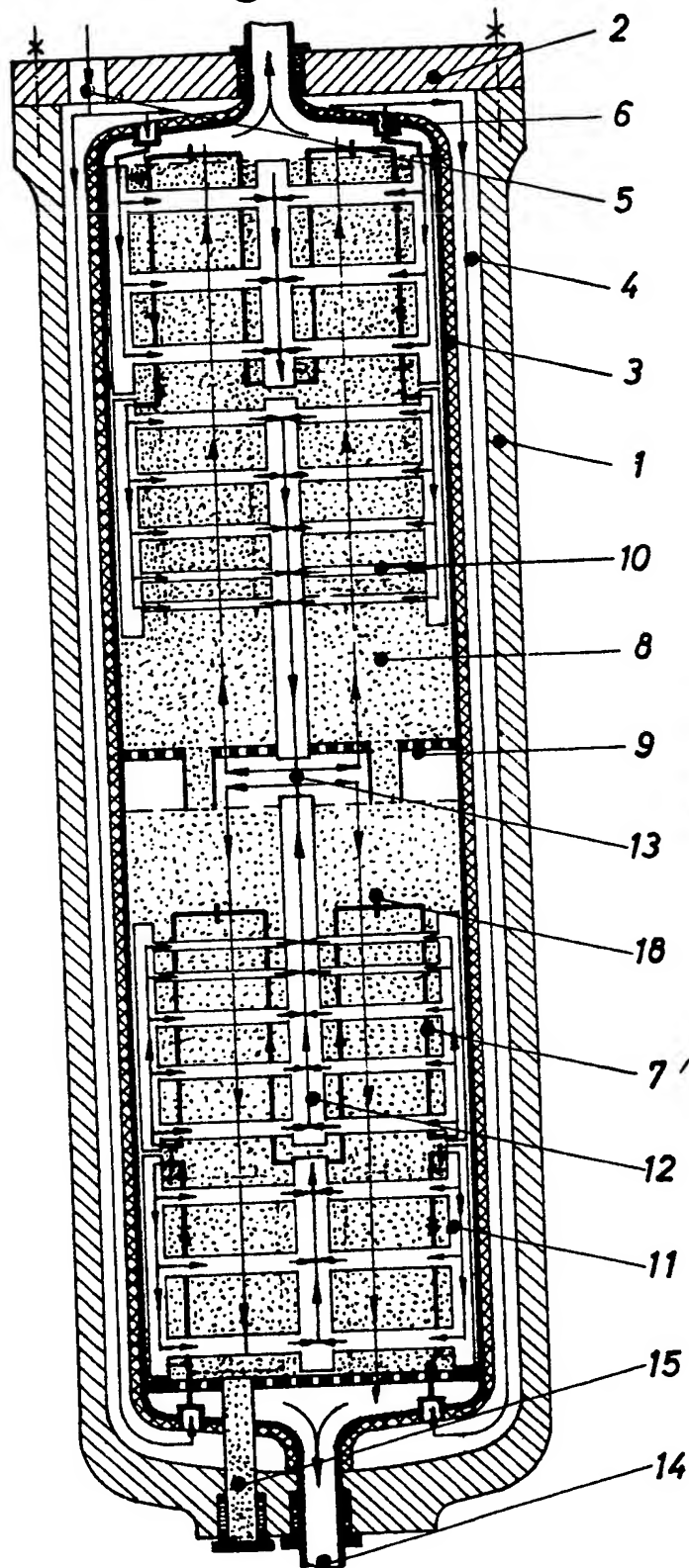
*Fig. 1*



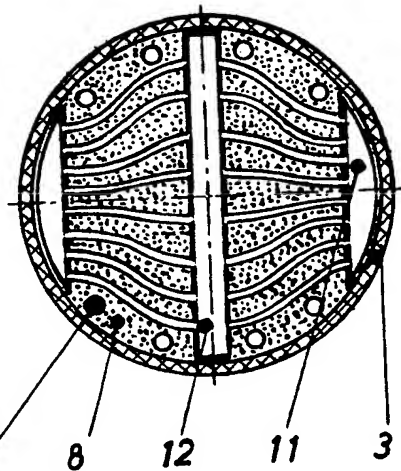
*Fig. 2*



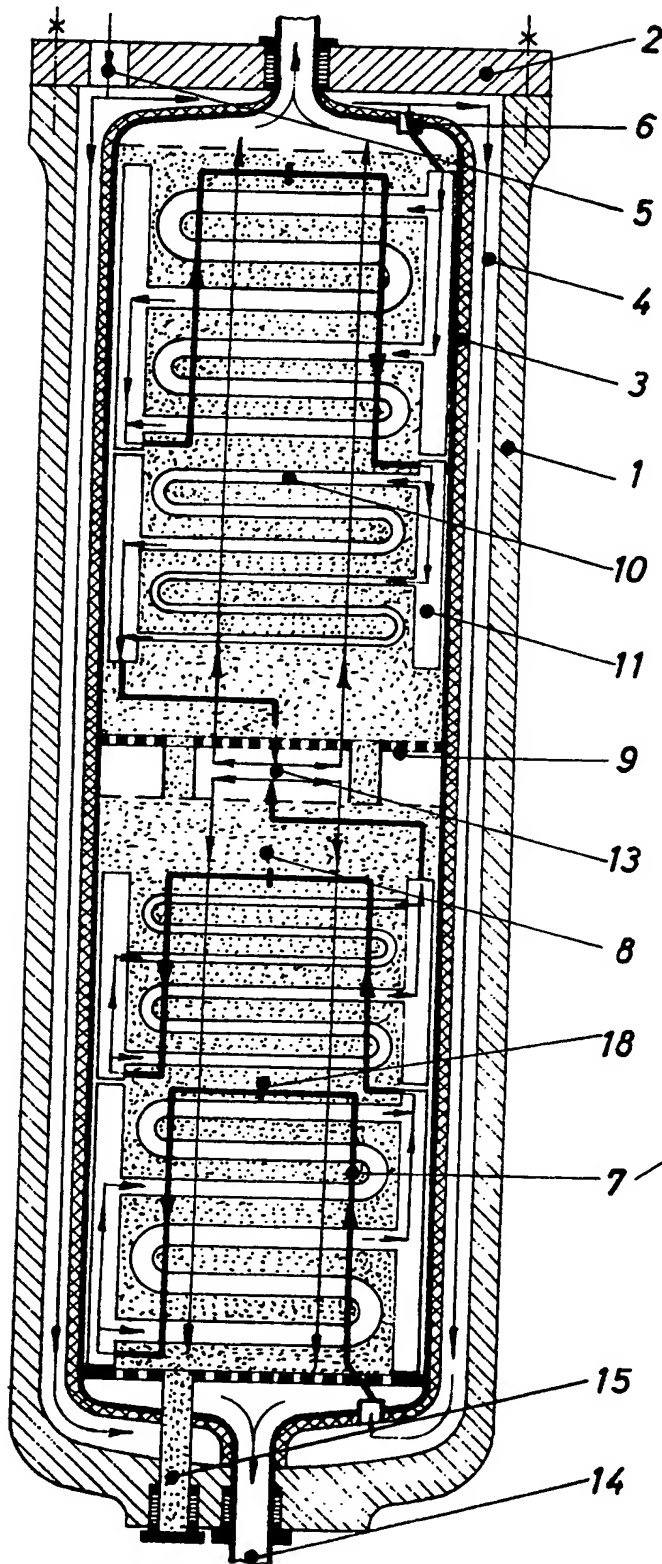
*Fig. 3*



*Fig. 4*



*Fig. 5*



*Fig. 6*

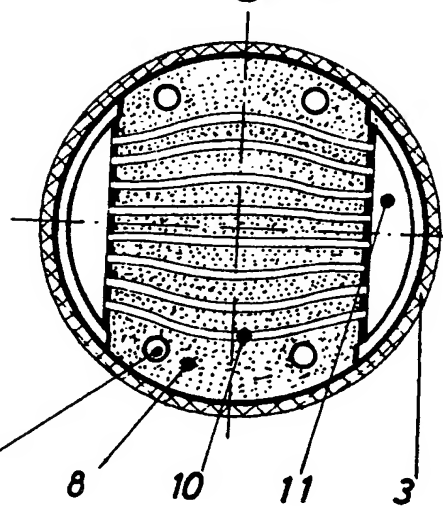


Fig. 7

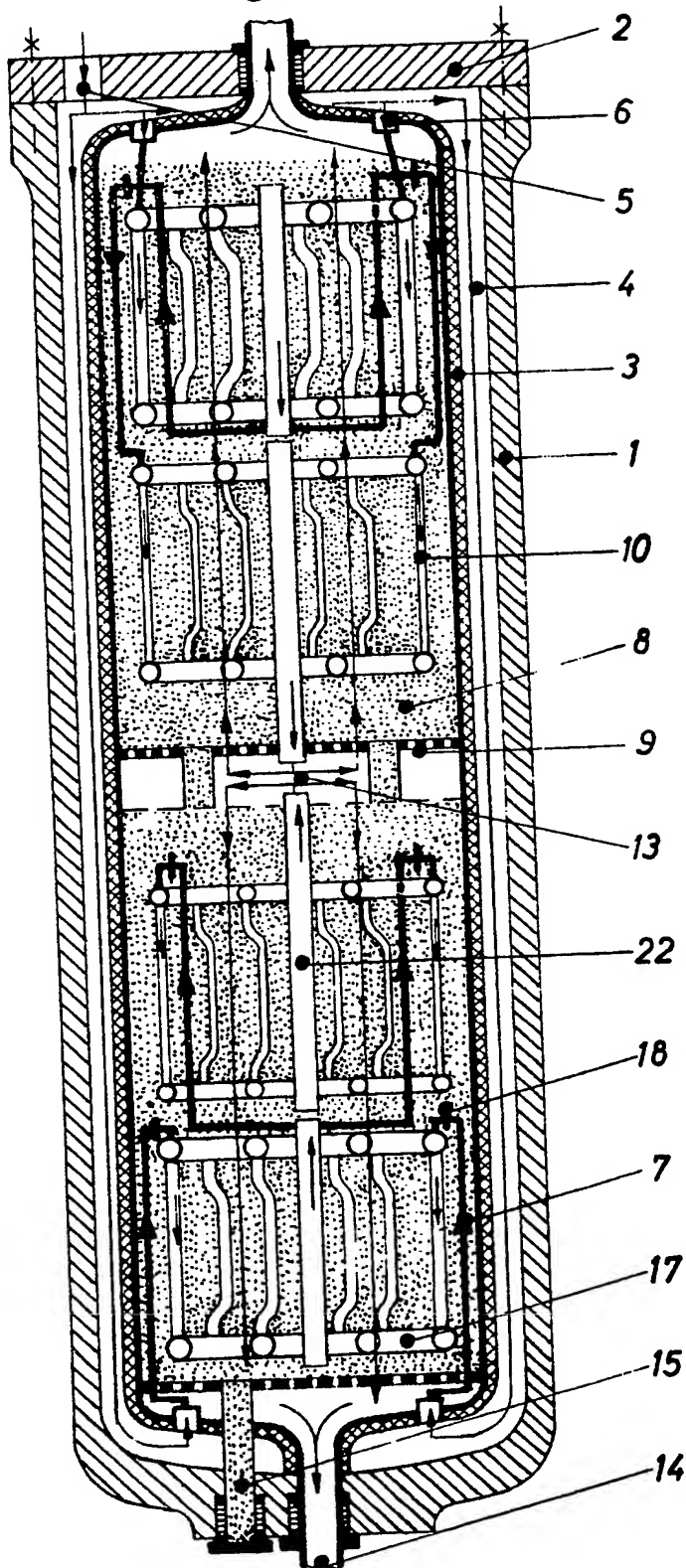


Fig. 8

